

Документ подписан простой электронной подписью
Информация о владельце:
ФИО: Емельянова Оксана Геннадьевна
Должность: проректор по учебной работе
Дата подписания: 28.02.2022 14:32:38
Уникальный программный ключ:
0b8177e94106268a4b4af1d024d596519551e73077527431146481e575560089

МИНОБРНАУКИ РОССИИ

Федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего образования
«Юго-Западный государственный университет»
(ЮЗГУ)

Кафедра теплогазоводоснабжения



ОСНОВЫ НАУЧНЫХ ИССЛЕДОВАНИЙ

Методические указания для практических занятий для студентов
очной и заочной форм обучения, обучающихся по направлению
подготовки 08.03.01 Строительство

Курск 2017

УДК 697

Составитель В.А. Жмакин

Рецензент

Доктор технических наук, профессор В.С. Ежов

Основы научных исследований: методические указания для практических занятий для студентов очной и заочной форм обучения, обучающихся по направлению подготовки 08.03.01 Строительство / Юго-Зап. гос. ун-т; сост.: В.А. Жмакин - Курск, 2017 - 46 с.: ил. 9 , табл. 5. - Библиогр.: с. 46.

В методических указаниях приведены материалы для проведения практических занятий по дисциплинам «Основы научных исследований», «Теория и планирование эксперимента в теплотехнике».

Методические указания предназначены для практических занятий студентов, обучающихся по направлению подготовки 08.03.01 Строительство.

Текст печатается в авторской редакции

Подписано в печать 2017 г. Формат 60x84 1/16.
Усл. печ. л. . Уч.-изд.л. Тираж 30 экз. Заказ . Бесплатно.
Юго-Западный государственный университет.
305040, г. Курск, ул. 50 лет Октября, 94.

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	4
1 Экспериментальное определение кинетических характеристик и эффективности очистки дымовых газов от оксида азота.....	8
1.1. Выбор методики эксперимента	8
1.2. Экспериментальная установка для 1–й стадии эксперимента	10
1.3. Методика проведения 1–стадии эксперимента.....	18
1.4. Методика оценки погрешностей измерений	22
1.5. Обработка полученных данных и результаты 1–й стадии эксперимента.....	25
1.6. Экспериментальная установка для 2–й стадии эксперимента.....	32
1.7. Методика проведения 2–й стадии эксперимента	35
1.8. Обработка полученных данных и результаты 2–й стадии эксперимента	37
1.9.Список использованной литературы	46

Введение

Развитие современной экономики в глобальном масштабе напрямую связано с решением экологических проблем, обусловленных крупномасштабным воздействием на человека и среду его обитания в условиях непрерывно возрастающей потребности в энергоресурсах и ростом темпов их потребления.

К числу важнейших проблем, связанных со сжиганием органического топлива на теплоэнергетических предприятиях, в первую очередь, относятся выбросы в окружающую природную среду, обусловленные значительной стоимостью и технологическими затруднениями в организации безотходного производства.

Энергетика сегодня поставляет в атмосферу 23,3 % суммарных выбросов от стационарных источников в РФ. Увеличение количества углекислого газа в атмосфере вследствие выбросов теплоэлектростанции (ТЭС) может привести к неблагоприятным глобальным изменениям климата на Земле, в частности к парниковому эффекту. Поскольку сжигание топлива на ТЭС и котельных происходит посредством применения окислителя (кислорода), то вполне очевидно, что процессы сжигания органического топлива могут вызвать нарушение биогеохимических циклов кислорода, углекислого газа, серы и азота при условии вовлечения в процессы больших количеств природных ресурсов. Еще В Вернадский отмечал, что человечество становится геологической силой. В настоящее время эта сила создала критическую экологическую обстановку для всего живого на Земле. Так, вклад экологической ситуации в заболеваемость населения России оценивается в настоящее время на уровне 20–30%, в том числе до 50% по онкологическим заболеваниям. По приближенной оценке ущерб от загрязнения окружающей среды в России составляет около 30–50% национального дохода.

Несмотря на устойчивую тенденцию к уменьшению объемов выбросов загрязняющих веществ в атмосферу при сжигании топлива (выбросы от стационарных источников в энергетической промышленности снизилось с 5017,7 до 3857,27 тыс. т.) энергетика по этому показателю по-прежнему занимает одно из лидирующих мест среди отраслей экономики.

Характерной особенностью энергетических объектов, с точки зрения их взаимодействия с окружающей средой, в частности с атмосферой и гидросферой, является наличие тепловых выбросов. Выделение теплоты происходит на всех стадиях преобразования химической энергии органического топлива для выработки электроэнергии, а также при непосредственном использовании тепловой энергии.

Одними из основных вредных компонентов в дымовых газах являются оксиды азота, серы и углерода и поэтому вопросы снижения их выбросов в атмосферу имеют актуальное значение. При работе котлов на природном газе число токсигенов уменьшается, но выбросы оксидов азота остаются в прежнем количестве. Хотя концентрация оксидов азота в дымовых газах определяется главным образом режимом и организацией топочных процессов, обуславливающих концентрацию кислорода в зоне горения и температуру, однако даже при оптимальном процессе горения их содержание в дымовых газах достаточно велико и оказывает крайне отрицательное влияние на экологическую обстановку.

Очистка дымовых газов от оксидов азота представляет собой более сложную задачу, чем очистка их от оксидов серы, различные способы которой успешно используются в теплоэнергетике и ее решение позволит уменьшить выбросы в атмосферу наиболее опасных загрязнителей комплексно.

Известные вторичные методы снижения выбросов оксидов азота, связанные с системами газоочистки, хотя и обеспечивают высокую степень очистки дымовых газов, но при этом требуют значительных энергетических затрат с использованием различных химических реагентов, что снижает их экономическую и экологическую эффективность и находятся, как правило, на стадии опытно-промышленных испытаний.

Наряду с улучшением экологических характеристик атмосферы и повышением эффективности энергетических установок, снижение тепловых и вредных выбросов в дымовых газах влечет за собой принципиальную возможность создания на базе установок очистки устройств для утилизации основных вредных компонентов (оксиды азота, оксиды серы, диоксид углерода, пары воды и пр.), входящих в состав дымовых газов с

использованием достижений современной химической технологии. Таким образом, комплексное сочетание одновременной очистки дымовых газов от вредных компонентов, снижение их тепловых выбросов и утилизация большей части тепла и улавливаемых компонентов, в конечном счете, приближает показатели работы теплогенерирующей установки к идеальным, а именно, к безотходному экологически чистому получению тепловой энергии. При этом, следует заметить, что хотя разработка мер по снижению тепловых и загрязняющих выбросов и их практическая реализация весьма актуальны, их реализация зачастую требует значительных капитальных вложений, что и является основным тормозом широкого применения разработанных технических решений в практику. Хотя принципиально многие вопросы очистки дымовых газов решены, но это не исключает возможности дальнейшего их совершенствования. Особенно это касается очистки дымовых газов от оксидов азота, количество которых в дымовых газах даже при оптимальном процессе горения достаточно велико. Так как известные вторичные методы снижения выбросов оксидов азота основаны на использовании различных химических реагентов, то требуется разработка иных, экономически и экологически эффективных методов.

Проблема снижения выбросов оксидов азота с дымовыми газами теплоэнергетических установок определяет большое количество способов и подходов к ее решению. Широкое распространение получили режимно-технологические (первичные природоохранные) мероприятия по снижению концентрации оксидов азота в дымовых газах. Но в больших городах и промышленных центрах с высокими фоновыми загрязнениями, первичные мероприятия несмотря на результативность получения низких концентраций NO_x в дымовых газах ($80\text{--}120 \text{ мг/м}^3$) с учетом ограничений высоты дымовых труб по архитектурным и другим требованиям, в ряде случаев не исключают превышения ПДК оксидов азота в воздушной атмосфере на уровне дыхания человека. Поэтому для обеспечения чистоты воздушного бассейна, требуются дополнительные (вторичные) природоохранные мероприятия с более глубоким снижением концентраций оксидов азота в дымовых газах.

Анализ теплового баланса котельного агрегата, работающего на газообразном топливе, при котором основными вредными выбросами являются оксиды азота, показывает, что наиболее значительным видом потерь являются потери с уходящими газами (q_2), которые определяют масштаб тепловых выбросов с продуктами сгорания топлива в атмосферу установки (при снижении температуры дымовых газов на (12-14) °С, КПД теплогенерирующей установки повышается на 1%).

Потери теплоты с уходящими газами имеют значительную величину и в парогазовых установках, которые в перспективе должны заменить большинство энергетических паровых котлов. Так, в наиболее перспективной парогазовой установке с котлами-утилизаторами $q_2 = 12,9\%$. Таким образом, вопросы снижения тепловых потерь с уходящими газами имеют актуальное значение для большинства теплоэнергетических агрегатов, работающих на органическом топливе.

В предлагаемом учебном пособии из вторичных природоохранных мероприятий по снижению оксидов азота в дымовых газах теплогенерирующих установок, наиболее подробно изложена методология для очистки дымовых газов теплогенерирующих установок от NO_x – комплексного процесса, совмещающего очистку дымовых газов от NO_x , утилизацию их тепла и улавливаемых компонентов при охлаждении ниже точки росы в присутствии озона и выбора оборудования для проведения этого процесса.

1 Экспериментальное определение кинетических характеристик и эффективности очистки дымовых газов от оксидов азота

Целью эксперимента является определение кинетических характеристик эмульгационно-пленочного трубчатого абсорбера, проверка его работоспособности при очистке реальных дымовых газов для получения технологических параметров, по которым может быть рассчитан производственный абсорбер установки очистки дымовых газов от оксидов азота. Для этого требуется:

1. определить скорость массопередачи в подъемной трубе эргазлифта (эмульгационная секция) и в трубах пленочной секции в рабочих режимах, найти коэффициенты массоотдачи, сравнить их значения с известными и подобрать расчетные уравнения для их определения;

2. при найденных рабочих режимах экспериментально определить эффективность очистки реальных дымовых газов от оксидов азота в присутствии озона на лабораторной установке.

1.1. Выбор методики эксперимента

При выборе модельной системы для проведения первой стадии эксперимента учитывали, что абсорбтив должен обладать малой растворимостью в воде, так как NO_x , содержащиеся в дымовых газах, озон и кислород озоновоздушной смеси плохо растворимы в воде;

1. Поэтому в качестве модельной системы для проведения эксперимента была принята система « CO_2 – вода» (константа Генри при 25°C для системы « CO_2 – вода» равна $1,67 \cdot 10^4$, для системы « NO_x – вода» – $2,87 \cdot 10^4$, для системы « O_3 – вода» – $0,45 \cdot 10^4$). Скорость массопередачи при абсорбции CO_2 водой согласно многочисленным исследованиям лимитируется скоростью массоотдачи в жидкой фазе [41. Пери, Дж. Справочник инженера химика [Текст] / Дж. Пери. Л.: Химия, 1969. Т.1. 640 с.]

Исследование кинетики абсорбции в лабораторных условиях проводят статическим и динамическим методами. При использовании статического метода известный объем газа соприкасается с жидкостью, находящейся в замкнутом постоянном объеме, в течении определенного времени, после чего определяют скорость поглощения газа по изменению давления в этом объеме. К статическим методам относится также проведение абсорбции при постоянном давлении. В этом случае в сосуде, в котором газ контактирует с жидкостью, поддерживается постоянное давление путем ввода чистого абсорбтива из бюретки. Скорость поглощения газа определяют по скорости уменьшения объема газа в бюретке.

Статические методы позволяют найти зависимость значения коэффициента массопередачи от температуры, состава жидкости, давления, состава газа и других параметров

При использовании динамических методов газовую смесь пропускают через аппарат, в котором находится абсорбент. Количество поглощенного абсорбтива определяют по анализам поступающего и уходящего газа и жидкости. Жидкость может находиться в абсорбере постоянно так, чтобы количество абсорбтива в ней изменялось во время опыта. Для приближения к реальным промышленным условиям абсорбент непрерывно подается и выводится из аппарата [1. Рамм, В. М. Абсорбция газов [Текст] / В. М. Рамм. М.: Химия, 1975. 610 с.].

При проведении эксперимента в лабораторных условиях, на моделях и на промышленных аппаратах опытным путем можно найти только коэффициенты массопередачи. Так как в настоящее время нет известных надежных методов определения концентрации компонентов смеси на границе раздела фаз «газ – жидкость», то коэффициенты массоотдачи невозможно определить из опыта. Поэтому их значения находят косвенными методами [29.

Плановский, А. Н. [Текст] / А. Н. Плановский, Е. Д. Вертузаев // Хим. пром. 1963. №9. С.700–703.

195. Шафрановский, А. В. [Текст] / А. В. Шафрановский, В. Р. Ручинский // Теорет. основы хим. техн. 1967. Т. 1. №1. С. 111–115.

30. Шафрановский, А. В. [Текст] / А. В. Шафрановский, В. Р. Ручинский // Труды ГИАП. Вып. 1. 1969. Ч. 2. С. 44–52.

31. Шафрановский, А. В. [Текст] / А. В. Шафрановский, В. Р. Ручинский // Труды ГИАП. Вып. 4. 1970. С.100–103]. Эти методы делятся на две группы.

В первой группе коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах β_g и $\beta_{ж}$ находят из опытов с двумя различными системами «газ — жидкость». При этом эксперимент ведут в таких условиях, когда можно пренебречь сопротивлением одной из фаз.

Для определения $\beta_{ж}$ проводят опыты по абсорбции или десорбции плохо растворимого газа (например, CO_2) в воде. При этом сопротивлением в газовой фазе можно пренебречь и считать, что $\beta_{ж} = K_{ж}$.

Для определения β_g проводят опыты по испарению чистой жидкости ($\beta_g = K_g$), абсорбции, сопровождаемой мгновенной химической реакцией ($\beta_g = K_g^*$) и абсорбции хорошо растворимого газа (например, NH_3). В последнем случае значение β_g определяют из общего сопротивления массопередачи. При этом используется значение $\beta_{ж}$, полученное при абсорбции плохо растворимого газа с поправкой на различие в коэффициентах диффузии по уравнению

$$\beta_{ж} = \beta_{ж0} (D_{ж} / D_{ж0}) \quad (3.1)$$

Ко второй группе относятся методы, основанные на анализе зависимости коэффициента массопередачи от гидродинамического режима, в частности, от критериев Re_g и $\text{Re}_{ж}$ или от скорости газа и жидкости.

Для исследования кинетических характеристик разрабатываемого абсорбера для очистки дымовых газов, был принят метод, основанный на анализе зависимости коэффициента массопередачи от гидродинамического режима.

1.2. Экспериментальная установка для 1-й стадии эксперимента

Для исследования процесса абсорбции на модельной смеси была разработана конструкция и изготовлен лабораторный эмульгационно-пленочный трубчатый абсорбер (ЭПТА) (рисунок 3.1). Технологическую схему лабораторной установки компоновали

для двух вариантов работы ЭПТА: противоточное движение фаз в пленочной секции (газ – снизу, жидкость – сверху) (рисунок 3.2); прямоточное движение фаз в пленочной секции (газ – сверху, жидкость – сверху) (рисунок 3.3).

Лабораторный ЭПТА состоит из верхней стеклянной царги 1, снабженной резиновой крышкой 2, через отверстие в которой вставлен газовый патрубок 3(Д) и трубной решеткой 4, также выполненной из листовой резины. В отверстия трубной решетки 4 пропущены подъемная труба эргазлифта 5 (эмульгационная секция), предназначенная для транспорта абсорбента и прямоточной абсорбции, расположенная в центре и четыре трубы 6 (пленочная секция), предназначенные для противоточной и прямоточной абсорбции, размещенные по периферии. При этом для обеспечения равномерного распределения жидкости по трубам пленочной секции верхние кромки подъемной трубы 5 и труб 6 имеют треугольную зубчатую форму и выступают над крышкой 2 на высоту равную (8–10) мм для подъемной трубы 5 и высоту (6–8) мм для труб 6. Нижняя стеклянная царга 7 также снабжена трубной решеткой 8, выполненной из листовой резины, в отверстия которой вставлены подъемная труба 5 и трубы 6, днищем 9, выполненным из листовой резины, в отверстия которого вставлены патрубок газовой трубы эргазлифта 10(В), патрубок подачи абсорбента 12(Б), патрубок подачи газа 13(А) и патрубок отвода насыщенного абсорбента 14(Г). Кроме того, в царге 7 имеются отверстия, размещенные на уровне поверхности абсорбента и у днища 9, закрытые резиновыми пробками 15, 16, соответственно, предназначенные для отбора проб. При этом, подъемная труба 5 пропущена вовнутрь царги 7 с зазором между ее нижней кромкой и внутренней поверхностью днища 9 равным (10–20) мм, нижние кромки труб 6 отступают от внутренней поверхности решетки 8 на (10–12) мм, верхняя кромка патрубка подачи газа 12 выше уровня абсорбента на (10–15)мм, величина выступа патрубка подачи абсорбента 14(Г) над днищем 9 может регулироваться, газовая труба эргазлифта 10(В) вставлена вовнутрь подъемной трубы 5 на расстояние h_{ϕ} , верхняя кромка патрубка 14(Г) размещена на уровне поверхности абсорбента, а сам патрубок 14(Г) выполнен в форме

гидрозатвора, с высотой обеспечивающей требуемый уровень абсорбента в аппарате.

Диаметр труб 6 пленочной секции d абсорбера и их количество выбирали по рекомендациям [39. Ежов, В. С. Механизм процессов поглощения оксидов азота при синхронной очистке и утилизации газообразных выбросов [Текст] / В. И. Кормилицын, В. С. Ежов // Энергосбережение и водоподготовка. 2008. №6. С. 65–69.], а именно по минимально допустимой линейной плотности орошения q , м²/с. Для одной трубы

$$q = (0.4 - 1)10^{-4} \quad (3.2)$$

$$q = v_{жс} P, \quad (3.3)$$

где

$v_{жс}$ – объемный расход жидкости на одну трубу 6, м³/с;

$P = \pi d$ – периметр трубы 6, м;

Расход жидкости на все трубы 6

$$V_{жс} = n v_{жс}, \quad (3.4)$$

где

n – число труб.

Высоту труб 6 l выбирали в соответствии с рекомендациями [4. Олевский, В. М. Пленочная теплообменная и массообменная аппаратура [Текст] / В. М. Олевский. Киев.: Вища шк., 1979. 300 с.], согласно которым при $l/d \geq 50$ влияние высоты трубы на массообмен можно не учитывать.

Диаметр подъемной трубы 5 эмульгационной зоны находили по уравнению Крылова из полученного объема жидкости [27. Силаш, А. В. Добыча и транспортировка нефти и газа [Текст] / А. В. Силаш. М.: Недра, 1980. 400с]

$$d_5 = 0,263 \sqrt{1/\xi} \sqrt[3]{V_{жс}/(1-\xi)}, \quad (3.5)$$

где

ξ – градиент давления жидкости в подъемной трубе 5 (м/м), находится по уравнению

$$\xi = (H - h)/H \quad (3.6)$$

Высоту подъемной трубы 5 H определяли с учетом высоты труб 6. Глубину погружения h находили опытным путем. Кроме того, через отверстия в трубной решетке 4 и днище 9, пропущены пробоотборники 15, 16, которые можно перемещать по вертикали, а в верхней царге 1 устроено боковое отверстие, закрытое резиновой

пробкой 18, через отверстие в которой пропущен пробоотборник 17, который можно перемещать по горизонтали от центра подъемной трубы 5 до центра трубы 6 пленочной секции.

Характеристики элементов ЭПТА приведены в таблице 3.1.

Таблица 3.1 – Характеристики элементов эмульгационно-пленочного трубчатого абсорбера

№№ поз.	Наименование	материал	Диаметр, мм	Толщина, мм	Длина, мм	Кол-во, мм
1	2	3	4	5	6	7
1	Царга	стекло	100	5	140	1
2	Крышка верхней царги	Резина техн.	100	20	–	1
3	Патрубок Д	сталь	30	1	100	1
4	Труб. решетка верх. царги	Резина Техн.	100	20	–	1
5	Подъем. труба	Стекло	20	2	800	1
6	Труба	Стекло	20	2	500	4
7	Нижняя царга	Стекло	100	5	300	1
8	Труб. решетка нижн. царги	Резина техн.	100	20	–	1
9	Днище	Резина Техн.	100	20	–	1
10, 11	Газ. труба В с соплом	Сталь	10	1	200	1
12	Патрубок Б	Сталь	6	1	100	1
13	Патрубок А	Сталь	20	1		
14	Патрубок Г	Сталь	6	1	350	1
15,16,17	Пробоотборник	Стекло	4	1	20	
18	Пробка	Резина	10	4	–	1

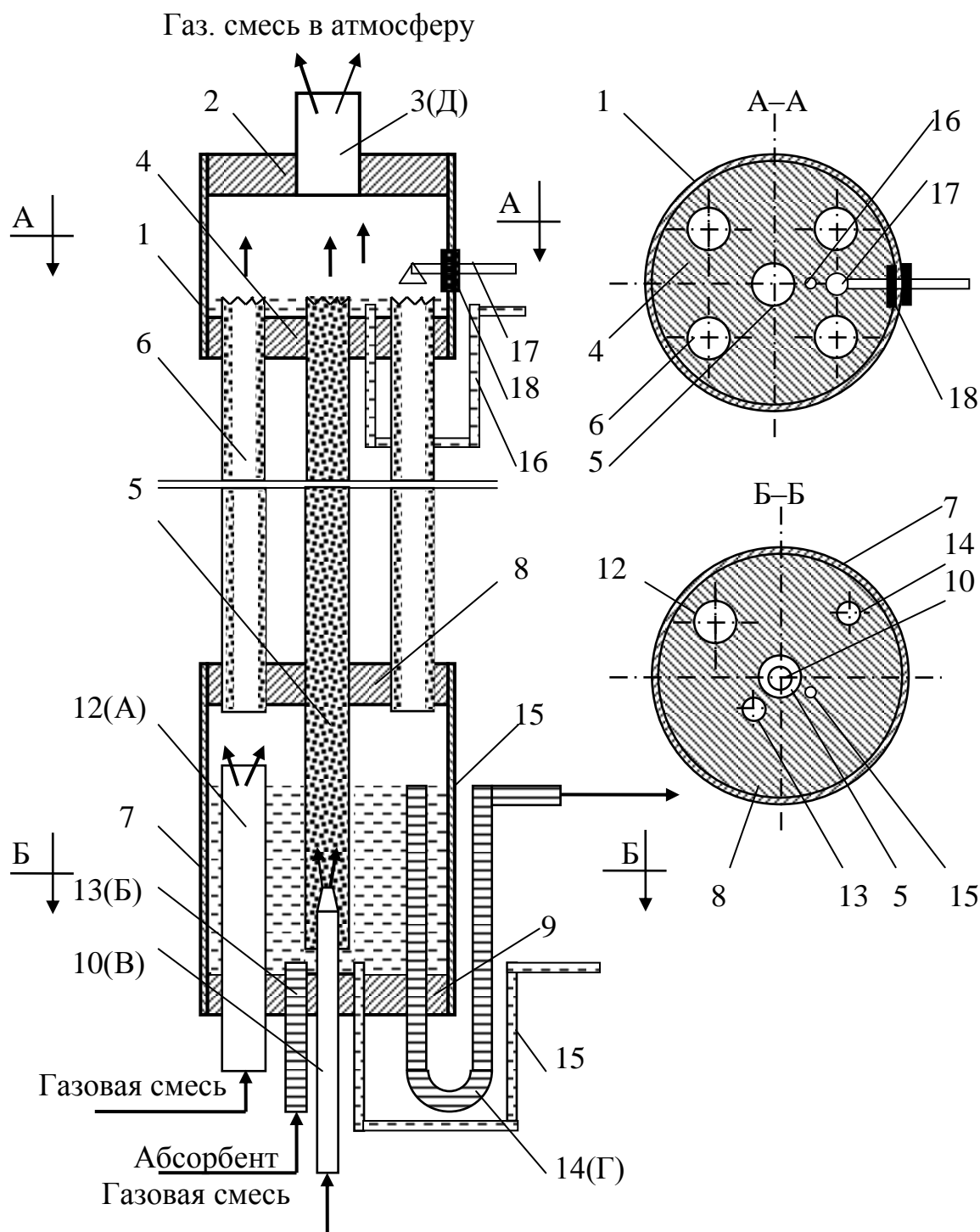


Рисунок 3.1 – Лабораторный эмульгационно-пленочный трубчатый абсорбер: 1 – верхняя царга; 2 – крышка верхней царги; 3(Д) – патрубок выхода газа; 4 – трубная решетка верхней царги; 5 – подъемная труба эргазлифта; 6 – труба пленочного абсорбера; 7 – нижняя царга; 8 – трубная решетка нижней царги; 9 – днище; 10(В) – газовая труба эргазлифта; 11 – сопло; 12(Б) – патрубок подачи абсорбента; 13(А) – патрубок подачи газа; 14(Г) – патрубок отвода насыщенного абсорбента; 15, 16, 17 – пробоотборники; 18 – резиновая пробка

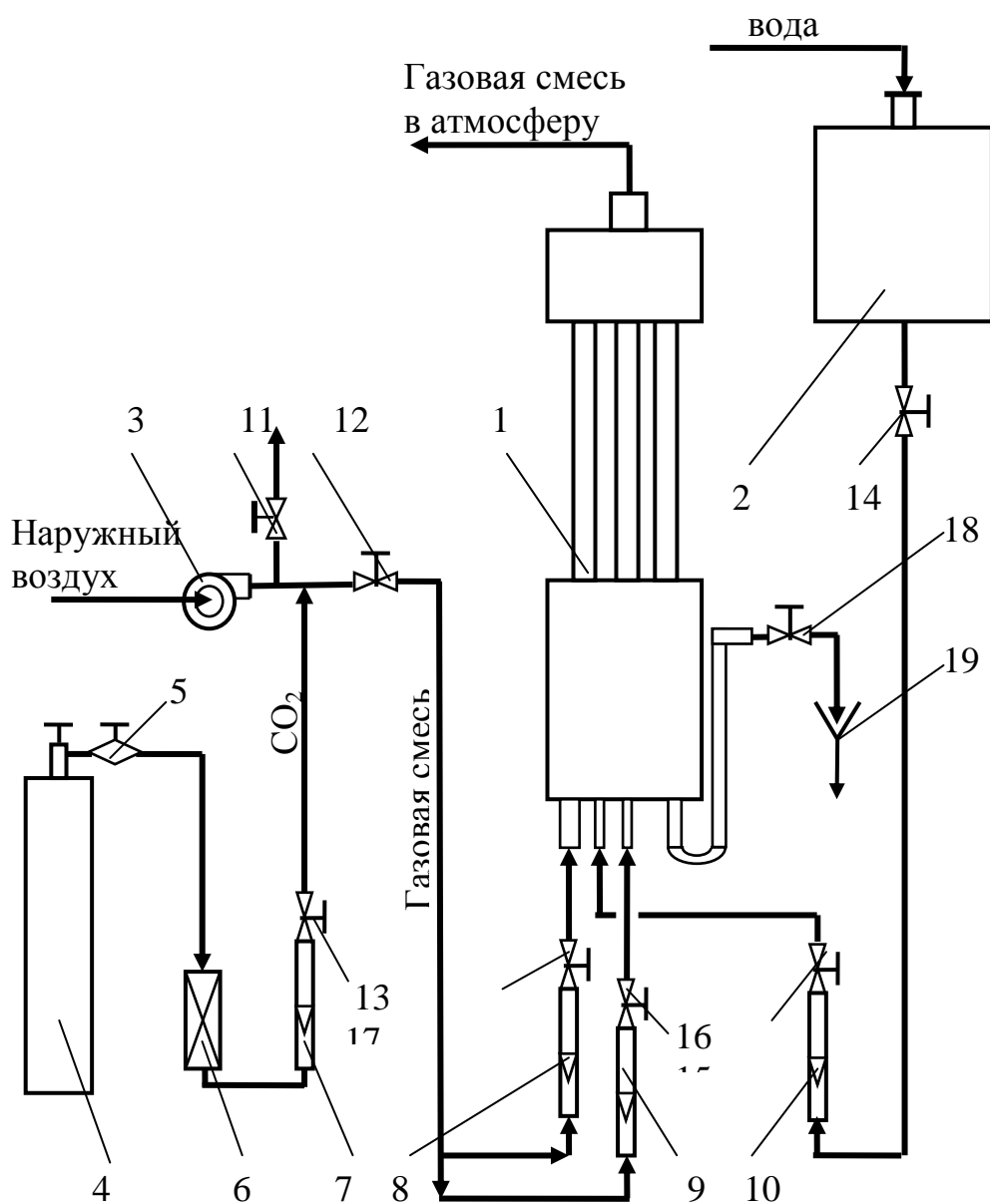


Рисунок 3.2 – Схема экспериментальной установки (движение фаз в пленочной зоне ЭПТА): 1 – ЭПТА; 2 – напорный бак; 3 – компрессор; 4 – баллон с CO_2 ; 5 – редуктор; 6 – подогреватель; 7, 8, 9 – газовые ротаметры; 10 – жидкостной ротаметр; 11, 12, 13, 16, 17 – вентили; 14, 15, 18 – краны; 19 – дренаж

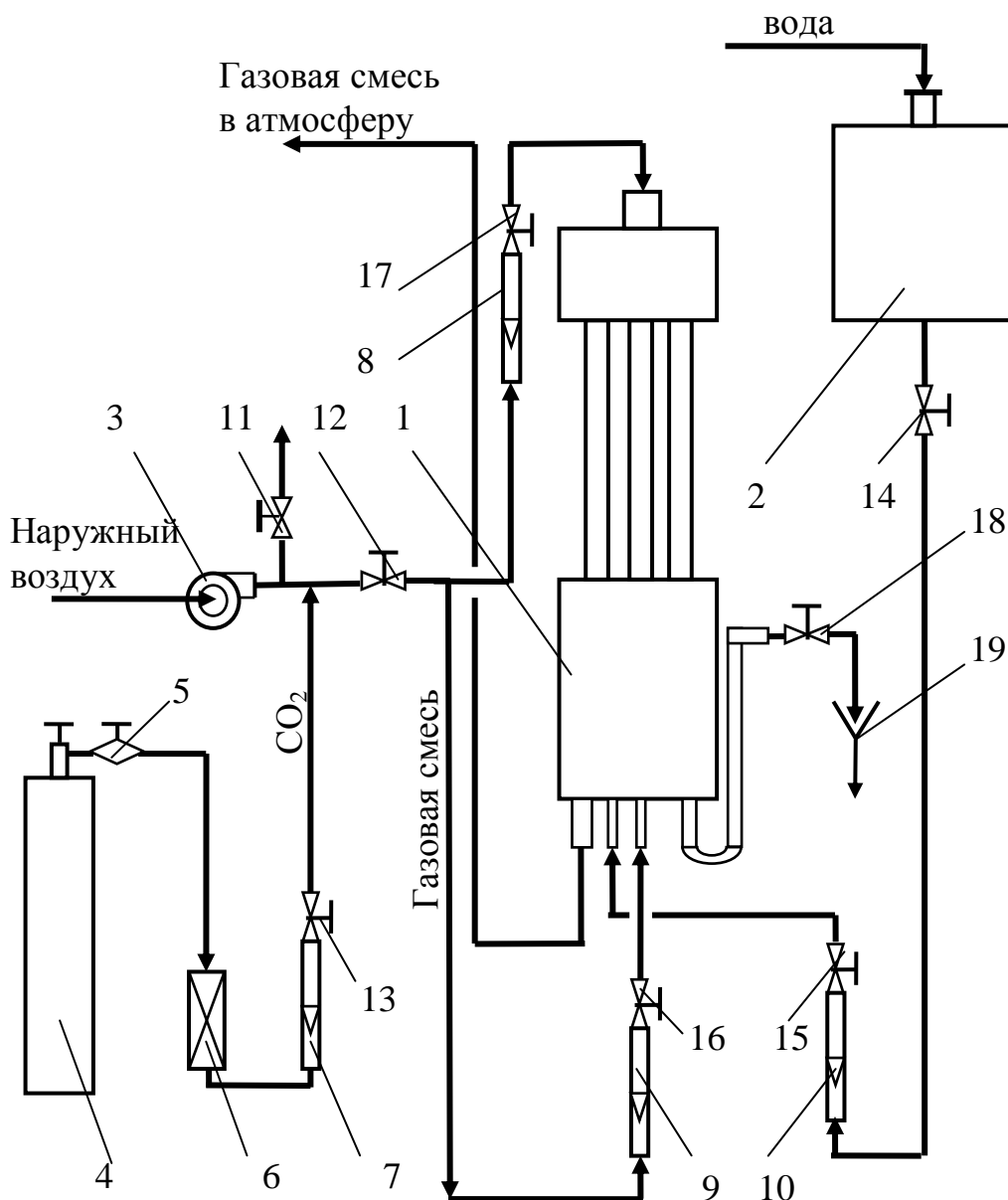


Рисунок 3.3 – Схема экспериментальной установки (движение фаз в пленочной зоне ЭПТА – прямоточное): 1 – ЭПТА; 2 – напорный бак; 3 – компрессор; 4 – баллон с CO_2 ; 5 – редуктор; 6 – подогреватель; 7, 8, 9 – газовые ротаметры; 10 – жидкостной ротаметр; 11, 12, 13, 16, 17 – вентили; 14, 15, 18 – краны; 19 – дренаж

Технологическая схема экспериментальной лабораторной установки с пленочной зоной, работающей при противотоке приведена на рисунке 3.2 и включает в себя ЭПТА 1, соединенный по жидкости через патрубок подачи абсорбента Б, жидкостной ротаметр 10, краны 14, 15 трубопроводом с напорным баком 2, размещенным на высоте h_0 относительно уровня абсорбента в абсорбере 1, обеспечивающей необходимый напор для непрерывного поступления в него свежей воды, а через патрубок отвода насыщенного абсорбента Г и кран 18 с дренажем 19. По газу абсорбер 1 через патрубок выхода газа Д сообщается с атмосферой, а через патрубки А, В и газовые ротаметры 7, 9, вентили 12, 16, 17, соединенные трубопроводом, с воздушным компрессором 3. Газовая линия после компрессора 3 соединена через вентиль 13, газовый ротаметр 7, электрический подогреватель 6 и редуктор 5 с углекислотным баллоном 4, а через вентиль 11 может сообщаться с атмосферой.

В схеме экспериментальной лабораторной установки с пленочной зоной, работающей при прямотоке (рисунок 3.3) ЭПТА 1, соединен по жидкости так же как на схеме 3.2. По газу абсорбер 1 через патрубок выхода газа А сообщается с атмосферой, а через патрубки Д, В и газовые ротаметры 7, 9, вентили 12, 16, 17, соединенные трубопроводом, с воздушным компрессором 3. Газовая линия после компрессора 3 соединена через вентиль 13, газовый ротаметр 7, электрический подогреватель 6 и редуктор 5 с углекислотным баллоном 4, а через вентиль 11 может сообщаться с атмосферой.

Характеристика основного оборудования приведена в таблице 3.2.

Таблица 3.2 – Характеристика основного оборудования

№№ поз.	Наименование	Обозначение	Количество, шт.	Примеч.
1	2	3	4	5
1	Абсорбер	ЭПТА	1	
2	Напорный бак	–	1	Емкость, V=50 л
3	Компрессор		1	Подача, V=5 л/с
4	Газовый баллон	-	1	Емкость, V=50 л
5	Редуктор газовый		1	–
6	Газонагреватель электрический	ЭП-5	1	N=5 кВт
7, 8, 9	Газовый ротаметр	РС-3	3	d _y =10
10	Жидкостной ротаметр	РС-2	1	
11, 12, 13, 16, 17	Вентиль	–	5	d _y =10
14, 15, 18	Кран	–	3	d _y =5

1.3. Методика проведения 1–стадии эксперимента

Проведение эксперимента

Вначале заполняют дистиллированной водой напорный бак 2, после чего открывают краны 14, 15, 18 и заполняют трубопровод подачи абсорбента, куб аппарата, образованный нижней царгой 7 и днищем 9, до начала вытекания воды из патрубка 14 по трубопроводу насыщенного абсорбента в дренаж 19, после чего закрывают краны 14, 15, 18. Далее открывают вентиль 11 и включают компрессор 3, после чего открывают вентиль 12, одновременно медленно открывая вентиль 16 и также медленно прикрывая вентиль 11. Эти операции продолжают до установления стационарного прямого восходящего движения в подъемной трубе 5 при заданном расходе газа в подъемную трубу, который определяется по ротаметру 9. После того, как этот режим установлен, одновременно медленно открывают вентиль 17 на трубопроводе подачи газа и также медленно прикрывают воздушный вентиль 11, устанавливая заданный расход газа по

ротаметру 8. При этом по необходимости регулируют подачу газа в подъемную трубу 5 вентилем 16. После того, как в аппарате устанавливается стационарный режим (прямоточный восходящий в подъемной трубе 5 и противоточный пленочный или прямоточный пленочный в трубах 6), одновременно медленно и поочередно открывают вентили 14, 15, 18, следя за стабильностью уровня жидкости в нижней царге 7, добиваясь установления заданного расхода жидкости по показаниям ротаметра 10. При установлении стабильного режима, который фиксируется визуалью по картине процесса в абсорбере 1 и показаниям ротаметров 8, 9, 10, приступают к обогащению воздуха CO_2 , количество которого в газовой смеси выбирают из условий удобства анализа. Для этого предварительно включают электрический подогреватель, медленно открывают вентиль 13 и устанавливают заданный расход CO_2 по показаниям ротаметра 7. При этом по необходимости производят дополнительную регулировку расхода жидкости и газа. При установлении стабильного режима производят отбор пробы газа поочередно на выходе из подъемной трубы 5 и из одной из труб 6 из пробоотборника 17 путем его перемещения (концентрацию CO_2 в газе на входе в абсорбер 1 находили путем замера его расхода по ротаметру 10) и абсорбента через пробоотборники 15, 17 и патрубок 14(Г) для последующего определения их концентраций. Для увеличения достоверности результатов анализа отбор проб повторяют.

Измерение расхода абсорбента и газа

Для измерения расхода использовали стеклянные ротаметры, основным преимуществом которых является возможность измерения малых расходов жидкости и газа. Так, верхний предел измерения расхода воды стандартным стеклянным ротаметром типа РС равен $0,0025 \text{ м}^3/\text{ч}$, а воздуха – $0,04 \text{ м}^3/\text{ч}$. Нижний предел измерений ротаметров составляет (10-20)% от верхнего. Шкала ротаметров в единицах расхода близка к линейной. Потеря напора при установке его в технологическую линию не превышает в соответствии с ГОСТ 13045–67 для жидкости 10 кПа и 5 кПа – для газа [198, с. 63]. Класс точности установленных ротаметров – 2,5. Пределы измерений: по жидкости – $(0,12-0,15) \text{ м}^3/\text{ч}$, по газу – $(0,45-0,7) \text{ м}^3/\text{ч}$.

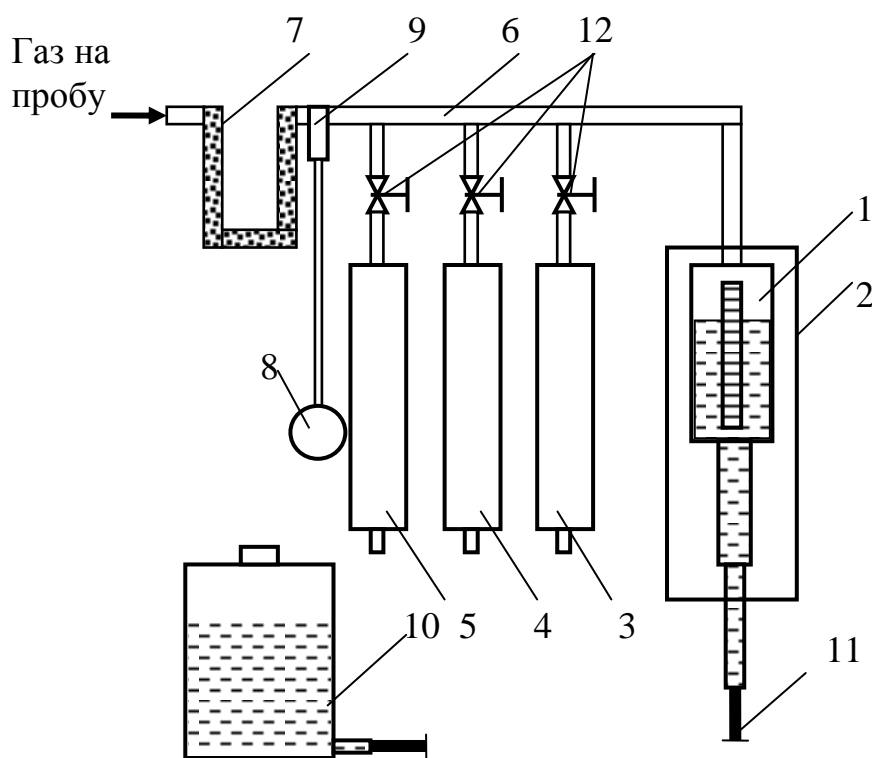
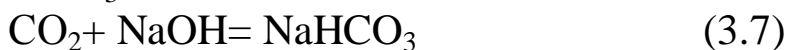


Рисунок 3.4 – Газоанализатор Орса–Фишера: 1 – измерительная бюретка ($v=10$ мл); 2 – цилиндр, заполненный водой; 3, 4, 5 – сосуды с реактивом; 6 – гребенка; 7 – фильтр; 8 – груша; 9 – трехходовой кран; 10 – сосуд с водой; 11 – резиновый шланг; 12 – одноходовые краны.

Определение концентраций CO_2 в жидкой и газовой фазах

Сущность метода определения концентрации CO_2 в воде заключается в связывании свободной углекислоты щелочью NaOH до бикарбоната натрия NaHCO_3



Реакция заканчивается при определенной щелочности среды ($\text{pH}=8.4$), которая определяется по совпадению окраски пробы с окраской эталона. Концентрация CO_2 при этом выражается в мг/л.

В качестве реактивов использовали 0,1N раствор NaOH , щелочной раствор синьетовой соли (10 г NaOH и 500г $\text{KNaC}_4\text{H}_4\text{O}_6$ в 1 л раствора), а в качестве индикаторов 1% и 0,1% растворы фенолфталеина.

Анализ проводили следующим образом. Сначала готовили эталонный раствор, для чего в коническую колбу емкостью 250–300 мл отмеривали 200 мл анализируемой воды, добавляя к ней

пипеткой 0,2 мл 0,01% раствора фенолфталеина и 2,05 мл раствора синьетовой соли. Колба при этом изолирована от наружной атмосферы и через резиновый шланг сообщается с с патрубком выхода газа 3(Д). Эталонный раствор приобретает розовую окраску. Затем в такую же колбу отбирают анализируемую пробу, время отбора которой выбирается таким, чтобы не было заметного нарушения режима работы установки (20–30) мин.

Затем в такую же колбу отбирали анализируемую пробу в количестве 200 мл, которая также не сообщается с атмосферой. В отборную колбу добавляли 0,2 мл 1% раствора фенолфталеина и титровали 0,1% раствором NaOH из микробюретки до совпадения окраски пробы с окраской эталонного раствора. Расчет содержания CO₂ проводили по формуле

$$c = 22Kv \quad (3.8)$$

где;

v – количество 0,1Н раствора NaOH, пошедшего на титрование, мл;

\hat{E} – поправочный коэффициент для 0,1Н раствора NaOH ($\hat{E} = 1$);

22 – эквивалентный вес CO₂.

Концентрацию CO₂ в газовой фазе определяли на газоанализаторе типа Орса–Фишера, принципиальная схема которого приведена на рисунке 3.4.

Поглотителем для CO₂ служит раствор едкого калия (KOH) (100 г на 20 мл воды) с добавкой 200 г раствора хлористой меди.

Перед взятием пробы газа для анализа заполняют реактивом до контрольной отметки поглотительные сосуды 3, 4, 5. Поворотом трехходового крана 9 присоединяют газоподводящую линию с бюреткой 1. Опусканием сосуда 10 в бюретке 1 создается разрежение и газ заполняет бюретку. При этом давление газа приводится к атмосферному.

Анализ при открытом кране сосуда 3. Поднимая уравнительный сосуд 10 перегоняют газ в поглотительный сосуд 3, доведя уровень воды в бюретке до капиллярной трубки. Затем опускают сосуд 10 и перегоняют газ обратно в бюретку. Эту операцию повторяют 5 раз, доводят уровень реактива в поглотительном сосуде до контрольной отметки, после чего закрывают кран, устанавливая на одной отметке уровень воды в

бюретке 1 и сосуде 10 и производят отсчет объемов по шкале газов измерительной шкале бюретке. Признаком полного поглощения CO_2 реактивом служит совпадение двух последующих отсчетов. Таким же образом исследуют пробы газа в следующих поглотительных сосудах 4, 5.

Содержание CO_2 в газовой пробе находили по формуле

$$\bar{n} = 100(v_1 - v_2)/v \quad ,\% \text{ об.} \quad (3.9)$$

где

v_1 – объем газа в измерительной бюретке до анализа, нм^3 ;

v_2 – объем газа в измерительной бюретке после поглощения CO_2 , нм^3 ;

v – объем газовой пробы, нм^3 ($v=100\text{мл}$) [Справочник химика–энергетика / под ред. С. М. Гурвича, И. И. Матвеева. М.: Энергия, 1972. Т.3. 216 с.

35. Унифицированные методы анализа вод / под ред. С. М. Гурвича. М: Химия, 1973. 376 с.

36. Инструкция по эксплуатационному анализу воды и пара на тепловых электростациях М.: Союзтхэнерго, 1979. 120 с.

37. Техническое описание инструкция по эксплуатации газоанализатора М.: Ц Ф2 М1. 1996. 15 с.].

Для дальнейшей обработки результатов опытов найденные концентрации CO_2 в газовых и жидких пробах пересчитывали в мольные доли по стандартным выражениям [40. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии [Текст] / А. Г. Касаткин. М.: Химия, 1971. 784 с.].

1.4. Методика оценки погрешностей измерений

При измерении и дальнейшей обработке результатов измерений учитывались следующие группы погрешностей: инструментальные, методические, субъективные. В качестве инструментальных погрешностей брались погрешности применяемых средств измерений расхода жидкости и газа (ротаметров, прошедших поверку).

Под влиянием совокупности всех действующих факторов (в том числе и внешних) определялась суммарная погрешность измерений.

Так как указанные выше группы погрешностей при своем проявлении могут содержать случайную и систематическую составляющие, то при анализе причин возникновения систематических погрешностей учитывались погрешности внешних влияний. При этом методическая погрешность выявлялась с учетом теоретических (погрешность измерительной модели, погрешность метода) и практических (погрешность прибора) погрешностей. Так, например, при измерении расхода жидкости или газа при помощи ротаметра вносилась систематическая погрешность, зависящая от его сопротивления.

Влияние практической погрешности при проведении измерений концентраций определялось правильностью установок средств измерения (например, пробоотборников).

Для учета систематических погрешностей от внешних влияний использовался метод симметричных наблюдений. В этом случае, при выполнении ряда измерений, среднее значение погрешностей любой пары симметричных измерений равно погрешности среднего измерения в данном ряду. Например, при выполнении семи измерений через равные промежутки времени

$$\frac{(\Delta_1 + \Delta_7)}{2} = \frac{(\Delta_2 + \Delta_6)}{2} = \Delta_4, \quad (3.10)$$

где $\Delta_1, \Delta_4, \Delta_7$ - погрешности 1-го, 4-го, 5-го измерений.

При обработке результатов измерений, содержащих случайные погрешности, в качестве оценки математического ожидания принималось среднее арифметическое результатов измерений

$$\bar{x} = \frac{\sum_{i=1}^n x_i}{n} \quad (3.11)$$

Приближенное значение среднего квадратического отклонения в этом случае вычислялось по формуле

$$\bar{\sigma} = \sqrt{\tilde{D}} = \sqrt{\frac{\sum (x_i - \bar{x})^2}{n-1}} \quad (3.12)$$

Так как число измерений невелико, то появление в знаменателе $(n-1)$ вместо n связано с заменой математического ожидания средним арифметическим незначительного числа наблюдений. Причем среднее арифметическое отличается от математического ожидания на величину случайной погрешности

(погрешности среднего значения), которая подчиняется тому же закону распределения, что и погрешности результатов отдельных наблюдений.

Дисперсия среднего арифметического вычислялась по формуле

$$\tilde{D}_{\bar{x}} = \frac{\tilde{D}}{n}, \quad (3.13)$$

а среднее квадратическое среднего арифметического по соотношению

$$\tilde{\sigma} = \frac{\tilde{\sigma}}{\sqrt{n}} = \sqrt{\frac{\sum (x_i - \bar{x})^2}{n(n-1)}} \quad (3.14)$$

Границы доверительного интервала, в котором с заданной вероятностью находятся случайные погрешности среднего арифметического, определялись по

$$\Delta_{гр} = \pm t \tilde{\sigma} \quad (3.15)$$

Коэффициент t определялся по таблицам функции Стьюдента. Таким образом, при известном числе измерений и заданной доверительной вероятностью, по таблицам функции Стьюдента находилось значение t , а при умножении его на $\tilde{\sigma}$, определялись границы доверительного интервала.

Результирующая погрешность определялась путем получения среднего квадратического отклонения результирующей погрешности по известным σ_i составляющих погрешностей. При этом числовые значения результатов измерения округлялись в соответствии с числовыми разрядами значащих цифр погрешности. В процессе обработки результатов измерений округления производились в конечном ответе, а сами вычисления производились с одним – двумя лишними знаками [38 . Гончаров, А. А. Метрология, стандартизация и сертификация [Текст] / А. А. Гончаров, В. Д. Копылов. М.: Академия, 2005. 240 с.].

Вычисление погрешностей измерений можно увидеть на примере измерений концентрации CO_2 в газовом потоке на входе и выходе из эмульгационной зоны при прямотоке (№1, таблица 3.3).

Используя формулу (3.11), определяли среднее арифметическое для измеряемой концентрации данной пробы ($y_n = 0,01206$; $y_k = 0,0182$).

Средние квадратические отклонения результатов наблюдения и измерения находили по формулам (3.12) и (3.14)

$$\tilde{\sigma}_n = 6,7 \cdot 10^{-4} \text{ мол.дол.}; \tilde{\sigma}_{\text{вых}} = 5,3 \cdot 10^{-4} \text{ мол.дол.}.$$

Истинное значение концентрации принималось приблизительно равным найденному среднему арифметическому значению $x \approx \bar{x}$. Для оценки достоверности этого равенства задавалась доверительная вероятность $P=0,95$. По таблице распределения Стьюдента значение $t=2,2$, отсюда по уравнению (3.15) находили $\Delta_{\text{гр}(n)} = 1,47 \cdot 10^{-3}$ мол. дол., $\Delta_{\text{гр}(k)} = 1,17 \cdot 10^{-3}$ мол.дол..

1.5. Обработка полученных данных и результаты 1–й стадии эксперимента

Исходной предпосылкой при обработке результатов эксперимента было допущение, что скорость массопередачи при абсорбции CO_2 водой лимитируется скоростью массоотдачи в жидкой фазе.

При исследовании кинетики массопередачи в эмульгационной (труба 5) и пленочной (трубах 6) секциях использовали метод, основанный на анализе зависимости коэффициента массопередачи от гидродинамических режимов при допущении, что коэффициент массоотдачи в газовой фазе β_g зависит от чисел Рейнольдса газовой и жидкой фазы Re_g и $\text{Re}_{ж}$, а коэффициент массоотдачи в жидкой фазе $\beta_{ж}$ зависит только от $\text{Re}_{ж}$. Отсюда можно выразить

$$\beta_g = (1/U) \text{Re}_g^m, \quad (3.16)$$

где

T – некоторая функция от $\text{Re}_{ж}$.

При этом стандартное выражение коэффициента массопередачи в газовой фазе примет вид

$$1/K_g = (U/\text{Re}_g^m) + C, \quad (3.17)$$

где

$$C = m/\beta_{ж}. \quad (3.18)$$

Была проведена серия опытов в интервале скоростей жидкости, соответствующих оптимальному и максимальному

расходу жидкости, обеспечиваемому подъемной трубой 5. Эти расходы находили по уравнениям [27. Силаш, А. В. Добыча и транспортировка нефти и газа [Текст] / А. В. Силаш. М.: Недра, 1980. 400с.]:

$$L_{onm} = 55d_g \xi^{1,5} (1 - \xi) \quad (3.19)$$

$$L_{max} = 55d_g^3 \xi^{1,5}. \quad (3.20)$$

Расход газа, обеспечивающий подъем жидкости находили из уравнений

$$V_{onm} = 15,5d_g^{2,5} (1 - \xi)^2 / \xi^{0,5} \quad (3.21)$$

$$V_{max} = 15,5d_g^{2,5} / \xi^{0,5} \quad (3.22)$$

Скорость массопередачи находили отдельно для подъемной трубы 5 и для противоточных труб 6.

Массопередача в эмульгационной секции (подъемной трубе 5).

Опыты проводили при двух постоянных расходах жидкости, соответствующих оптимальному и максимальному режиму подъема жидкости и трех расходах газа для каждого режима, находящихся также в этом интервале:

$$L_{onm} = 3,14 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с};$$

$$L_{max} = 3,95 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с};$$

$$V_{onm} = 1,25 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с};$$

$$V_{cp} = 1,6 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с};$$

$$V_{max} = 2 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

В интервале этих скоростей в трубе 5 визуально наблюдается устойчивый восходящий поток газожидкостной смеси в виде эмульсии, перемежающейся продолговатыми газовыми пузырями.

Значение коэффициента массопередачи в газовой фазе K_z определяли для подъемной трубы 5 (эмульгационная секция) из выражения

$$K_z = M / (L_m \pi d_g \Delta y_{cp}) \quad (3.23)$$

для труб 6 (пленочная секция)

$$K_z = M / (nl \pi d_g \Delta y_{cp}) \quad (3.24)$$

где среднюю движущую силу Δy_{cp} находили по уравнению (2.2.18)

$\Delta y = (\Delta y_n - \Delta y_k) / \ln(\Delta y_n / \Delta y_k)$, в котором для прямотока:

$\Delta y_n = y_n - y_n^*$ – движущая сила в газовой фазе на входе в подъемную трубу 5;

$\Delta y_k = y_k - y_k^*$ – движущая сила в газовой фазе на выходе из подъемной трубы 5;

для противотока:

$\Delta y_n = y_n - y_k^*$ – движущая сила в газовой фазе на входе в трубки 6;

$\Delta y_k = y_k - y_n^*$ – движущая сила в газовой фазе на выходе из трубок 6;

y_n – начальная концентрация CO_2 в газовой смеси, мол. дол. (определяется из его расхода по ротаметру 7);

y_k – конечная концентрация CO_2 в газовой смеси, мол. дол. (определяется отдельно для трубы 5 и труб 6 анализом газовой пробы);

$y_n^* = mx_n$ – концентрация CO_2 в газовой фазе, равновесная его конечной концентрации в жидкости (определяется расчетом), мол. дол.;

x_n – концентрация CO_2 в жидкости, поступающей на абсорбцию (на входе в трубу 5 $x_n = 0$, на входе в трубы 6 равна его концентрации в жидкости на выходе из подъемной трубы 5, мол. дол. (определяются анализом жидкой пробы));

x_k – концентрация CO_2 в жидкости на выходе из секций абсорбции (на выходе из трубы 5 равная x_n на входе в трубу 6 и на выходе из труб 6 равная конечной его концентрации в жидкости на выходе из аппарата, мол. дол. (определяются анализом жидкой пробы));

$m = E/P$ – коэффициент распределения;

P – общее давление, Па;

E – константа Генри;

$m = 1,64 \cdot 10^3$ для системы « CO_2 – вода» [41. Пери, Дж. Справочник инженера химика [Текст] / Дж. Пери. Л.: Химия, 1969. Т.1. 640 с.].

Количество поглощенного CO_2 для каждого опыта находили по уравнению материального баланса

$$M = V(y_n - y_k) \quad (3.25)$$

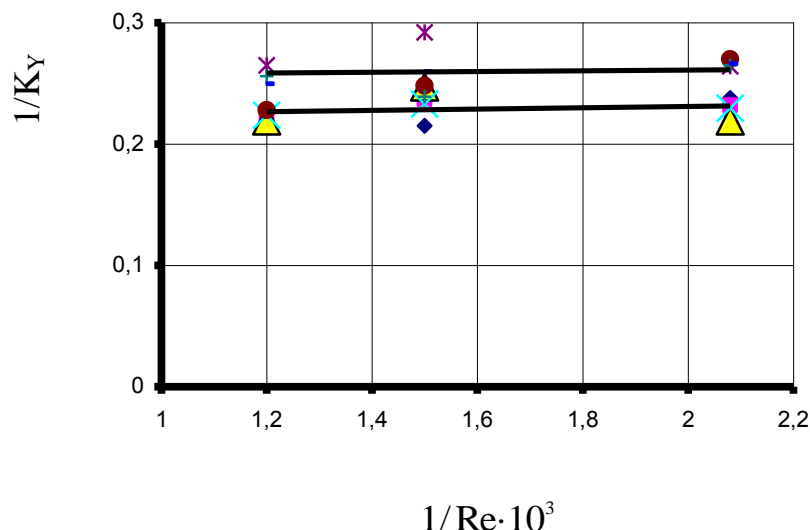


Рисунок 3.5 – График зависимости коэффициента массопередачи от числа Re для эмульгационной секции

Результаты опытов при постоянной скорости жидкости и изменяющейся скорости газа используются для определения величин U и T в уравнении (3.17), которые являются постоянными. Для этого строится график зависимости в координатах $1/K - 1/Re^m$ (рисунок 3.5) для двух расходов жидкости L_{min} и L_{max} .

Из графика зависимости $1/K - 1/Re^m$ видно, что эта зависимость имеет вид прямой и можно принять значение показателя степени $m \approx 1$. Отрезки, отсекаемые прямыми на оси ординат при двух расходах жидкости ($C = 0,26; 0,225$). Тангенс угла наклона обеих прямой $tg \alpha = U \approx 0$ (прямые параллельны оси X). Отсюда следует, что сопротивление массопередаче определяется жидкой фазой и сопротивление газовой фазы можно не учитывать [1. Рамм, В. М. Абсорбция газов [Текст] / В. М. Рамм. М.: Химия, 1975. 610 с.]. Из выражений (3.16) и (3.18) находим коэффициенты массоотдачи в жидкой фазе для $Re_{жс} = 2000, 2500$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе

$$\beta_{жс} = m/C \quad (3.26)$$

$$\beta_{жс1} = 1640/0,26 = 6300; \beta_{жс2} = 1640/0,225 = 7300 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{мол.дол.}}$$

Пересчет на объемные концентрации проводим по уравнению

$$\beta_{жс0} = \beta_{жс} \frac{M}{M_{см} \rho}, \quad (3.27)$$

где

$M_{см}$ – молекулярная масса смеси;

M – молекулярная масса абсорбтива;

ρ – плотность фазы, кг/м³.

$\beta_{жс01} = 2,6$; $\beta_{жс02} = 3,0$ м/ч.

Из рассмотренных во второй главе критериальных уравнений скорости массоотдачи в жидкой фазе наиболее близким к результатам эксперимента является уравнение (2.2.40) для определения коэффициента массоотдачи при абсорбции СО₂ водой в восходящем потоке в круглой трубе при минимальном значении коэффициента $\psi = 0,895$, зависящего от скорости газа

$$\beta_{жс} = 0,016\psi \text{Re}_{жс}^{0.7}. \quad (3.28)$$

Величины коэффициентов массоотдачи, рассчитанных по этому уравнению при опытных значениях числа Рейнольдса (2000, 2500) равны, соответственно: 2,92; 3,35 м/ч. Из сравнения расчетных и экспериментальных значений $\beta_{жс}$ видно, что они отличаются на (10–15)% и величина отклонений укладываются в ошибку эксперимента.

Массопередача в пленочной секции (трубах 6).

Также, как и в подъемной трубе 5, опыты проводили при двух постоянных расходах жидкости, соответствующих оптимальному и максимальному режиму подъема жидкости. Опыты проводили при противоточном и прямоточном движении фаз.

Расход жидкости на одну трубу 6 находили как

$$L_{mp} = L/n \quad (3.29)$$

$L_{онм} = 3,14 \cdot 10^{-5}$ м³/с на подъемную трубу 5 или $0,785 \cdot 10^{-5}$ м³/с на одну трубу 6);

$L_{max} = 3,95 \cdot 10^{-5}$ м³/с на подъемную трубу 5 или $1,0 \cdot 10^{-5}$ м³/с на одну трубу 6).

При каждом расходе жидкости изменяли скорость газа в трубе 6 от 1 до 5 м/с. Соответственно, общий расход газа в пленочной зоне изменялся от $1,25 \cdot 10^{-3}$ до $5 \cdot 10^{-3}$ м³/с, а в одной трубе 6 – от $0,785 \cdot 10^{-4}$ до $1,25 \cdot 10^{-3}$ м³/с.

В интервале этих скоростей в трубах 6 визуально наблюдается устойчивое пленочное движение жидкости вниз. При скорости 2 м/с начинается неустойчивый волновой режим, который стабилизируется при $w=3$ м/с. При этом, существенных визуальных отличий при противоточном и прямоточном режимах не наблюдалось.

Экспериментальное значение коэффициента массопередачи в газовой фазе K_g определяли для отдельной трубы 6 из выражения (3.24).

Значение средней движущей силы в газовой фазе Δu_{cp} находили по уравнению (2.2.18) для противотока и для прямотока. Входящие в Δu_{cp} рабочие и равновесные концентрации CO_2 в газовой и жидкой фазах $y_n, y_k, y_n^*, y_k^*, x_n, x_k$ находили так же, как и для подъемной трубы 5.

Количество поглощенного CO_2 для каждого опыта находили по уравнению материального баланса (3.25). Эксперимент проводили для противотока и прямотока.

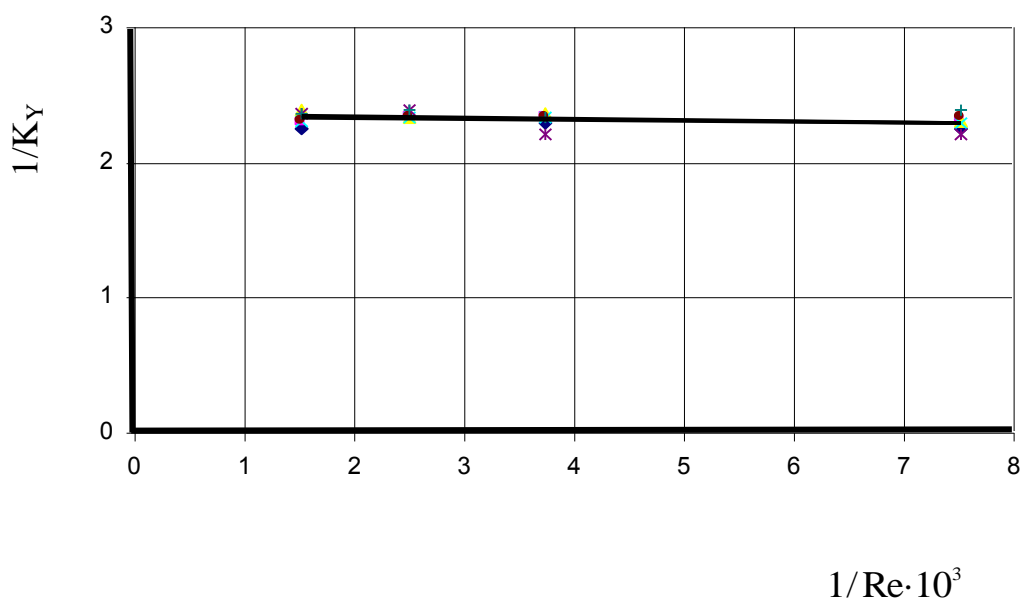


Рисунок 3.6 – График зависимости коэффициента массопередачи от числа Re для пленочной секции

По результатам опытов при постоянной скорости жидкости и изменяющейся скорости газа для определения величин C и U в

уравнении (3.1.17), которые являются постоянными, строили график зависимости в координатах $1/K_2 - 1/Re_2^m$ (рисунок 3.6)

Из этого графика видно, что эта зависимость также, как и в эмульгационной зоне имеет вид прямой и можно принять значение показателя степени $m \approx 1$. При этом трудно отличить скорость массопередачи при $Re = 500$ и $Re = 630$, что можно объяснить малым интервалом изменения скорости жидкости. Кроме того, результаты эксперимента показывают, что скорость массопередачи в этом диапазоне скоростей газа и жидкости при прямотоке и противотоке одинакова. Отрезок, отсекаемый прямой на оси ординат $C \approx 2,3$. Тангенс угла наклона прямой $tg \alpha = U \approx 0$ (прямая практически параллельна оси X). Отсюда следует, что сопротивление массопередаче определяется жидкой фазой и сопротивление газовой фазы можно не учитывать. Из выражения (3.26) находим коэффициент массоотдачи в жидкой фазе

$$\beta_{жс} = 1640 / 2,3 = 712 \frac{кг}{м^2 \cdot с \cdot мол.дол.}$$

концентрации $\beta_{жс} = 0,29; 0,3$ м/ч.

Наиболее близкие к результатам эксперимента получаются при решении уравнения (2.2.37) для трубчатых пленочных аппаратов

$$Nu_{жс}^* = B Re_{жс}^m (Pr_{жс}^*)^n (\delta_{пр} / H), \quad (3.29)$$

где

Значения B, m, n, p – определяли в зависимости от режима движения жидкости и при $300 < Re_{жс} < 1600$:

$$B = 1,21 \cdot 10^6 \cdot 0,909^p; \quad m = p/3 - 2,18; \quad n = 0,5; \quad p = (3,2 - \lg Re_{жс}) / 1,47$$

Коэффициенты массоотдачи в жидкой фазе для труб ϕ при двух расходах жидкости для оптимального и максимального режима ее подъема ($Re=500, 630$) получают при решении этого уравнения

$$\text{при } Re = 500, \beta_{жс} = 0,30 \text{ м/ч; при } Re = 630, \beta_{жс} = 0,32 \text{ м/ч.}$$

Из сравнения результатов эксперимента и расчета по уравнению (3.29) видно, что величина погрешности расчета ($\approx 10\%$) укладывается в ошибку эксперимента [34. Справочник химика–энергетика [Текст] / под ред. С. М. Гурвича, И. И. Матвеева. М.: Энергия, 1972. Т.3. 216 с.].

1.6. Экспериментальная установка для 2–й стадии эксперимента

Целью второй стадии эксперимента является определение эффективности очистки дымовых газов, полученных при сжигании природного газа, от NO_x в присутствии озона при известных кинетических характеристиках ЭПТА для получения технологических параметров, по которым может быть рассчитан производственный абсорбер установки очистки дымовых газов от оксидов азота.

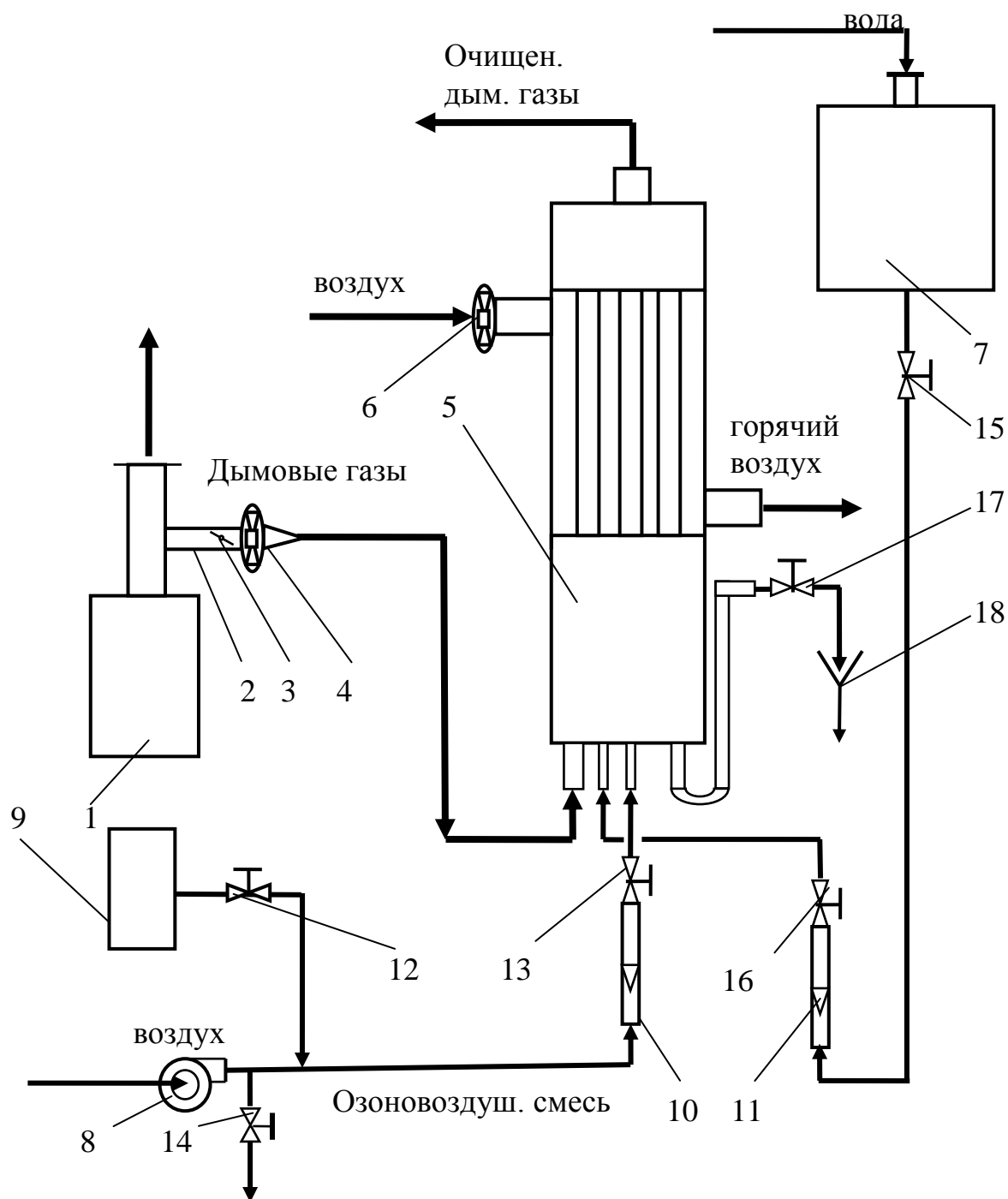


Рисунок 3.7 – Схема экспериментального стенда для 2-й стадии эксперимента для противоточного режима работы пленочной секции: 1 – отопительный котел; 2 – отвод от дымохода; 3 – шибер; 4,6 – осевые вентиляторы; 5 – ЭПДА; 7 – напорный бак; 8 – компрессор; 9 – озонатор; 10 – газовый ротаметр 11 – жидкостной ротаметр; 12, 13, 14 – вентили; 15, 16, 17 – краны; 18 – дренаж.

Технологическая схема экспериментальной лабораторной установки с пленочной секцией, работающей при противотоке приведена на рисунке 3.7 включает в себя отопительный котел 1, соединенный по дымовым газам через отвод дымохода 2, снабженный шибером 3, осевой вентилятор 4 газоходом с патрубком А эмульгационно–пленочного абсорбера (ЭПТА) 5 (устройство ЭПТА 5, отличается от приведенного на рисунке 3.2 тем, что межтрубное пространство пленочной секции покрыто кожухом, снабженным входным и выходным воздушными патрубками), который через патрубок В соединен трубопроводом с газовым ротаметром 10, компрессором 8 и озонатором 9, а через патрубок Д с атмосферой. По жидкости ЭПТА 6 соединен через патрубок подачи абсорбента Б, жидкостной ротаметр 11, краны 15 и 16 трубопроводом с напорным баком 2, размещенным на высоте h_0 относительно уровня абсорбента в абсорбере 6, обеспечивающей необходимый постоянный напор для непрерывного поступления в него свежей воды, а через патрубок отвода насыщенного абсорбента Г и кран 17 с дренажем 18. Озоновоздушная линия после компрессора 8 соединена через вентиль 12 с озонатором 9, а через вентиль 14 может сообщаться с атмосферой.

Для работы пленочной секции ЭПТА 5 при противотоке подачу дымовых газов осуществляют через патрубок Д, а отвод очищенных газов в атмосферу через патрубок А

Характеристика основного оборудования приведена в таблице 3.15

Таблица 3.15 – Характеристика основного оборудования

№№ поз.	Наименование	Обозначение	Количество, шт.	Примеч.
1	2	3	4	5
1	Котел отопительный	КВ-0,1	1	N=0,1 МВт
2	Отвод дымохода		1	D _v =100 мм
3	Шибер		1	D _v =100 мм
4, 6	Осевой вентилятор		2	N=250 Вт
5	Абсорбер	ЭПТА	1	
7	Напорный бак	–	1	Емкость, V=50 л
8	Компрессор		1	Подача, V=5 л/с
9	Озонатор	УРВЧ-25	1	N=1,5 Вт
10	Газовый ротаметр	РС-3	1	d _y =10
11, 12	Жидкостной ротаметр	РС-2	2	d _y =10
13, 14, 15	Вентиль	–	5	d _y =10
16, 17, 18	Кран	–	3	d _y =5

1.7. Методика проведения 2-й стадии эксперимента

Проведение эксперимента.

Вначале заполняли дистиллированной водой напорный бак 7, после чего открывают краны 14, 15, 16 и заполняли трубопровод подачи абсорбента, куб аппарата до начала вытекания воды через гидрозатвор по трубопроводу насыщенного абсорбента в дренаж 18, после чего закрывали краны 14, 15, 16. Далее открывали шибер 2 на заранее установленную величину зазора, обеспечивающую заданный расход дымовых газов и включают вентиляторы 4 и 6, после чего дымовые газы через патрубок А поступают в ЭПТА 5, а охлаждающий воздух в межтрубное пространство пленочной секции ЭПТА 5, расход которого регулировали перемещением заслонки на входе в вентилятор 6. Затем открывали вентиль 13 и

включали компрессор 8, после чего открывали вентиль 12 для подачи озонозодушной смеси с концентрацией озона 1 % вес., количество которой контролируется по показаниям ротаметра 10, путем регулировки вентилями 12 и 13. Эти операции продолжали до установления стационарного прямооточного восходящего движения в эмульгационной секции. При этом по необходимости регулируют подачу дымовых газов в шибером 4. После того, как в аппарате устанавливается стационарный режим (прямоточный восходящий в подъемной трубе и противоточный пленочный в пленочной секции, одновременно медленно и поочередно открывали краны 15, 16, 17, следя за стабильностью уровня жидкости в кубе ЭПТА, добиваясь установления заданного расхода жидкости по показаниям ротаметра 10. Установление стабильного режима, который фиксируется визуальнo по картине процесса в ЭПТА 6, показаниям ротаметров 10, 11, сравнивается с аналогичным режимом первой стадии эксперимента и в случае несовпадения производится соответствующая корректировка. При наступлении требуемого стабильного режима производили отбор пробы дымовых газов поочередно на выходе из подъемной трубы и из одной из труб 6 из пробоотборника путем его перемещения (пробы дымовых газов на входе в ЭПТА 5 отбирали в газоходе перед патрубком А). При этом пробы абсорбента отбирали через пробоотборники и патрубок 14(Г) для последующего определения концентраций NO_x и других вредных примесей. Для увеличения достоверности результатов анализа отбор проб повторяли (номера позиций деталей ЭПТА 6 см. на рисунке 3.1).

Измерение расхода дымовых газов и охлаждающего воздуха из помещения, подаваемых в ЭПТА 5, проводили при помощи анемометра путем предварительной калибровки изменения угла поворота шибера 3 и заслонки при стационарном режиме работы котла 1 и вентиляторов 4 и 6, а расход абсорбента L_A и озонозодушной смеси V_{OB} проводили также, как и в первой стадии эксперимента. Измерение температуры воздуха в помещении, воды в напорном баке 7 t_H , абсорбента на выходе из ЭПТА 6 t_A , озонозодушной смеси t_{OB} и дымовых газов на входе в ЭПТА 6 $t_{Г1}$ и дымовых газов на выходе из него $t_{Г2}$ проводили при помощи ртутных термометров (относительная погрешность $\pm 0,1\%$).

Концентрацию NO_x в дымовых газах определяли при помощи переносного автоматического газоанализатора ДАГ-16. Концентрацию NO_x в воде определяли колориметрическим способом (относительная погрешность измерений $\pm 2-3\%$). концентрацию O_3 в воде определяли при помощи анализатора озона Озон-В (относительная погрешность измерений $\pm 3\%$), в газе – газоанализатором З.02П-Р (относительная погрешность $\pm 20\%$).

1.8. Обработка полученных данных и результаты 2-й стадии эксперимента

При обработке результатов эксперимента и оценке погрешности измерений использовали методику, использованную в первой стадии эксперимента. Опыты проводили при средних расходах абсорбента (воды) $L_{cp} = 3,6 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с}$ и озоновоздушной смеси равной $V_{oe} = (1,5-1,6) \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$, полученных как среднеарифметическое для оптимального и максимального режимов работы подъемной трубы эмульгационной секции и максимальном расходе газа в трубах пленочной секции (при скорости газа в трубах – 5 м/с). Определение удельного расхода озона и фактора ускорения абсорбции проводили при расходе дымовых газов в диапазоне от $V_2 = 1,25 \cdot 10^{-3}$ до $V_2 = 6,25 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ (22,5 м³/ч), соответствующем исследованным диапазонам скорости газа (от 1 до 5 м/с) в трубах пленочной секции в 1-й стадии эксперимента. Средняя концентрация азотной кислоты в абсорбенте на выходе из куба ЭПТА равнялась 1% вес. Время выхода установки на стационарный режим работы ЭПТА равнялось (1,5–2,5) ч. Средняя температура очистки дымовых газов в ЭПТА равнялась 60⁰С. Расход воздуха на охлаждение пленочной секции ЭПТА изменяли от 15 до 70 м³/ч.

Результаты 2-й стадии эксперимента приведены в таблицах 3.16, 3.17 и рисунках 3.8, 3.9.

Таблица 3.16 – Результаты 2-й стадии эксперимента и расчета по определению удельного расхода озона при прямоочном движении

фаз, средних расходах озоновоздушной смеси $V_{cp} = 1,6 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ и абсорбента $L_{cp} = 3,6 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с}$ (ВХОД/ВЫХОД)

№№ п/п	Наименование параметра	Усредненные значения параметров					
1	Температура дым. газов в ЭПТА, °С	70/52	72/51	71/51	72/52	71/50	71/51
2	Температура охлажд. воздуха в ЭПТА, °С	26/ 42	26/ 44	26/ 44	26/ 43	26/ 42	26/ 41
3	Концентрация NO _x в дым газам, г/м ³	0,145/ 0,128	0,140/ 0,081	0,150/ 0,045	0,145/ 0,041	0,150/ 0,038	0,150/ 0,034
4	Количество поглощ. NO _x , г/ч	0,38	1,33	2,36	2,34	2,52	2,60
5	Концентрация озона в озоновозд. смеси, г/м ³	–	0,0023	0,124	0,244	0,44	0,64
6	Концентрация озона в абсорбенте на входе в пленоч. секцию, г/м ³	–	0,4	2,7	3,4	3,8	4,7
7	Концентр. озона в дым газам, г/м ³	–	0,005/ 0,0	0,022/ 0,0	0,045/ 0,0	0,09/ 0,01	0,103/ 0,02
8	Количество затрачен. озона, г	–	0,133	0,71	1,40	2,50	4,1
9	Удельный расход озона, г/г	–	0,1	0,3	0,6	1,0	1,6
10	Степень очистки после пос ЭПТА, доли	0.12	0,42	0,71	0,717	0,75	0,76
11	Средняя движущая сила в жидкой фазе Δx, г/м ³	0,042	0,037	0,033	0,031	0,0325	0,0315
12	Коэф–т массоотдачи в жидкой фазе, β _ж [*] , м/ч	73,0	287	572	608	593	610
13	Фактор ускорения, Ф	187	740	1470	1560	1520	1570

Таблица 3.17 – Результаты 2-й стадии эксперимента и расчета по определению удельного расхода озона при противоточном движении фаз, средних расходах озоновоздушной смеси $V_{cp} = 1,6 \cdot 10^{-3}$ м³/с и абсорбента $L_{cp} = 3,6 \cdot 10^{-5}$ м³/с (ВХОД/ВЫХОД)

№№ п/п	Наименование параметра	Усредненные значения параметров					
		92/50	91/51	90/51	92/53	91/52	92/52
1	Температура дым. газов в ЭПТА, °С	92/50	91/51	90/51	92/53	91/52	92/52
2	Температура охлажд. воздуха в ЭПТА, °С	25/ 41	25/ 40	25/ 41	25/ 40	25/ 40	25/ 19
3	Концентрация NO _x в дым газам, г/м ³	0,150/ 0,133	0,145/ 0,085	0,150/ 0,050	0,145/ 0,05	0,145/ 0,045	0,145/ 0,037
4	Количество NO _x , удал. из дым газов, г	0,38	1,35	2,25	2,14	2,25	2,42
5	Концентрация озона в озоновозд. смеси, г/м ³	–	0,025	0,125	0,245	0,45	0,55
6	Концентрация озона в озоновозд. смеси, г/м ³	–	0,5	2,8	3,4	3,6	4,0
7	Концентр. озона в дым газам, г/м ³	–	0,006/ 0,0	0,023/ 0,0	0,045/ 0,0	0,09/ 0,01	0,100/ 0,02
8	Количество затрачен. озона, г	–	0,14	0,71	1,40	2,50	3,90
9	Удельный расход озона, г/г	–	0,11	0,31	0,62	1,0	1,6
10	Степень очистки дым. газов от NO _x , доли	0,120	0,40	0,67	0,69	0,7	0,715
11	Средняя движущая сила в жидкой фазе Δx, г/м ³	0,044	0,037	0,033	0,032	0,0315	0,031
12	Коэф–т массоотдачи в жидкой фазе, β _{жс} [*] , м/ч	68,5	293	546	532	568	595
13	Фактор ускорения, Ф	176	741	1400	1365	1460	1520

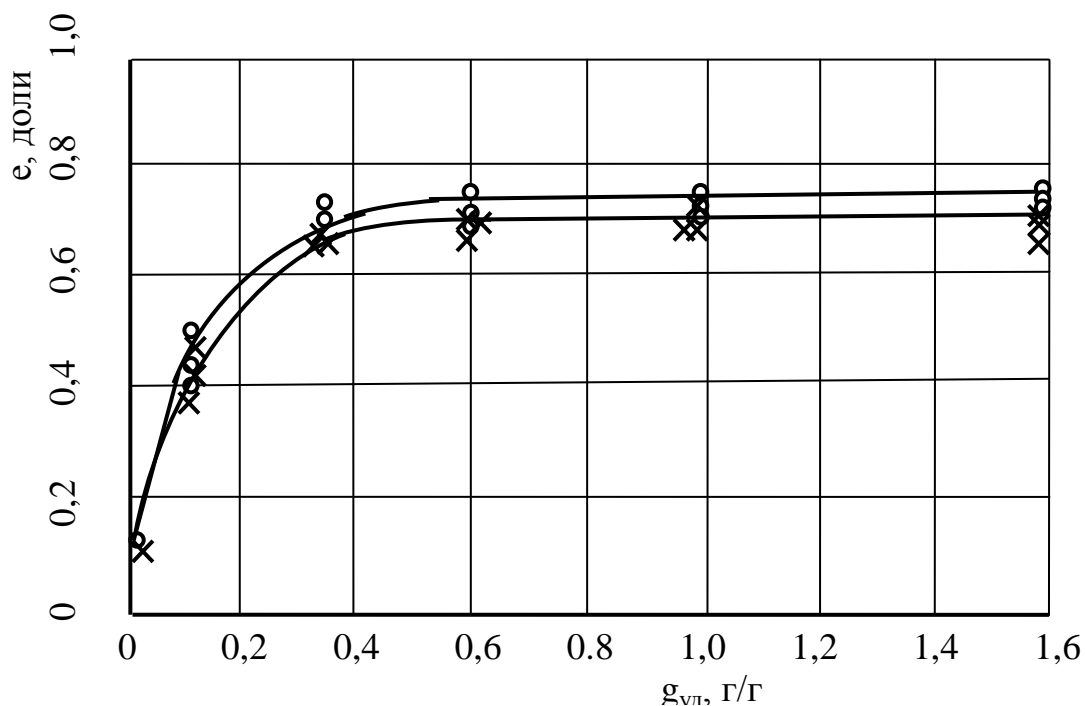


Рисунок 3.8 – Зависимость степени очистки дымовых газов от удельного расхода озона: — прямоточная работа пленочной секции;

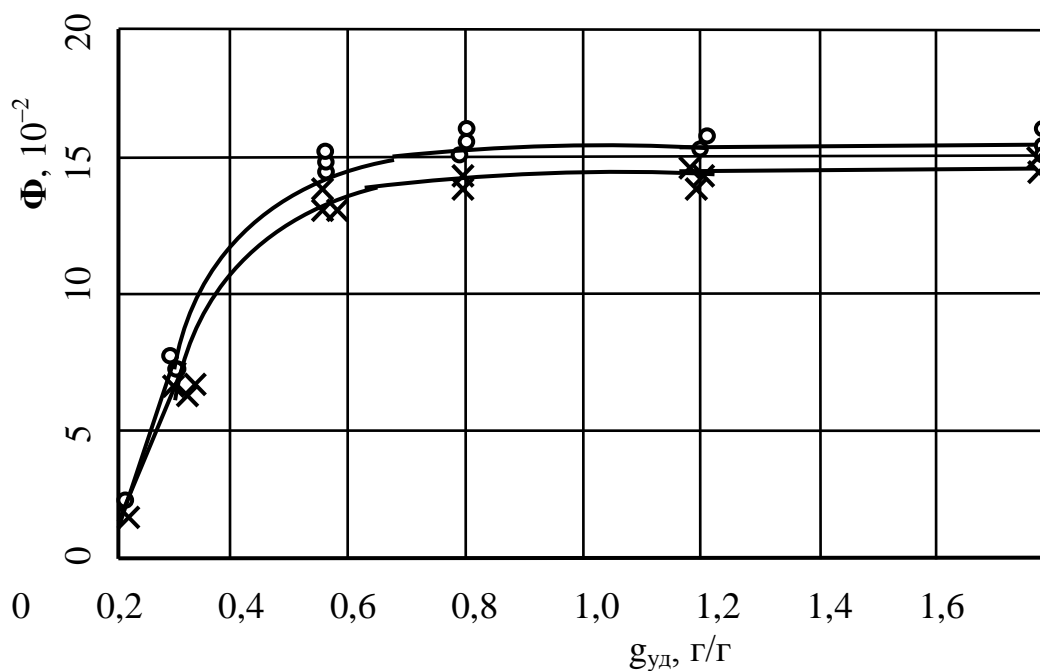


Рисунок 3.9 – зависимость величины фактора ускорения Φ от удельного расхода озона (обозначения режимов те же, что на рисунке 3.8).

По результатам эксперимента построены графики зависимости степени очистки дымовых газов от NO_x e (рисунок 3.2.2) от удельного расхода озона и величины фактора ускорения абсорбции Φ от скорости дымовых газов в трубах пленочной секции при оптимальном удельном расходе озона 0,4 г/г (рисунок 3.8).

Степень очистки находили из выражения

$$e = \frac{y_n - y_k}{y_n} \quad (3.30)$$

Значение фактора Φ находили из выражения (2.2.44)

$$\Phi = \beta_{ж}^* / \beta_{ж}, \quad (3.31)$$

где

$\beta_{ж}$ – коэффициент массоотдачи находили по уравнению (2.2.37),

$\beta_{ж} = 0,39$ м/ч;

$\beta_{ж}^*$ – коэффициент массоотдачи при хемосорбции (м/ч) – находили из уравнения массопередачи, выраженного через концентрации абсорбтива в жидкой фазе,

$$\beta_{ж}^* = M / (F \cdot \Delta x), \quad (3.32);$$

где

M – экспериментально найденное количество поглощенных NO_x , г/ч;

Δx – средняя разность концентраций (г/м^3) – находили методом последовательных приближений из экспериментальных значений концентраций NO_x в газовой фазе.

Результаты 2-й стадии эксперимента показывают, что при насыщении озоном абсорбента (смеси воды и конденсата водяных паров) его максимальная концентрация в абсорбенте на выходе из эмульгационной секции равна 3,4–3,8 г/м³. Действительный удельный расход озона на окисление NO_x реальных дымовых газов (0,35–0,4 г/г), что в несколько раз меньше теоретического (1,6 г/г), полученного по уравнению (2.1.14). Как видно из зависимости (рисунок 3.8) при увеличении удельного расхода газа более 0,4 г/г эффективность очистки практически не меняется. Характер этой зависимости сохраняется при прямоточном и противоточном движении фаз в пленочной секции ЭПТА (степень очистки при противотоке на 2–3% меньше, чем при прямотоке, что можно объяснить несколько большим временем контакта озона с

дымовыми газами при нем. При средней температуре дымовых газов в ЭПТА равной приблизительно 60°C максимальная степень очистки $e=(0,7 - 0,73)$. Зависимость фактора ускорения Φ от удельного расхода озона имеет аналогичный характер (рисунок 3.9). Среднее значение фактора ускорения при удельном расходе озона равно $0,4$ г/г при прямоточном движении $\Phi_{\text{ср}}=1527$, при противоточном – $\Phi_{\text{ср}}=1410$.

Таким образом, опытные исследования кинетики массопередачи и эффективности очистки показали:

1. Экспериментальные значения коэффициентов массоотдачи ЭПТА в эмульгационной зоне в 10 раз превышает их величину в пленочной зоне. (в эмульгационной секции коэффициенты массоотдачи в жидкой фазе при $Re_{\text{ж}}=2000$ и 2500 $\beta_{\text{жс}}=2,6$ и $3,0$ м/ч; в пленочной секции при $Re=500$ и 630 $\beta_{\text{жс}}=0,29$ и $0,3$ м/ч);

2. В исследованном диапазоне скоростей газа ($Re_{\text{г}}=1330-6660$) и жидкости ($Re_{\text{ж}}=500, 630$) значения коэффициентов массоотдачи при прямотоке и противотоке в пленочной секции равны друг другу;

3. эмульгационный режим движения газожидкостной смеси происходит в диапазоне между оптимальной (экономичной) и максимальной нагрузками по газу и жидкости в подъемной трубе 5 эмульгационной секции, устойчивый пленочный режим в трубах 6 пленочной секции 6 происходит в интервале скоростей по газу (1–5) м/с при противоточном и прямоточном движении фаз;

4. для расчета коэффициентов массоотдачи в эмульгационной секции следует использовать критериальные уравнения $\beta_{\text{жс}} = 0,016 \nu Re_{\text{жс}}^{0,7}$ (3.28) и пленочной – $Nu_{\text{жс}}^* = B Re_{\text{жс}}^m (Pr_{\text{жс}}^*)^n (\delta_{\text{нр}}/H)$ (3.29);

5. действительный удельный расход озона на окисление NO_x реальных дымовых газов равен (0,35–0,4 г/г), что в несколько раз меньше теоретического (1,6 г/г), полученного по уравнению (2.1.14);

6. зависимости степени очистки реальных дымовых газов от NO_x и фактора ускорения абсорбции в ЭПТА от удельного расхода озона показывают, что максимальная степень очистки и фактор ускорения достигаются при удельном расходе озона 0,3–0,4 г/г;

7. характер полученной зависимости степени очистки дымовых газов e и фактора ускорения Φ от удельного расхода озона сохраняется при прямоточном и противоточном движении фаз в пленочной секции ЭПТА (степень очистки при противотоке и фактор ускорения на 2–3% меньше, чем при прямотоке).

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Рамм, В. М. Абсорбция газов [Текст] / В. М. Рамм. М.: Химия, 1975. 610 с.
2. Кафаров, В. В. Основы массопередачи [Текст] / В. В. Кафаров. М.: Высш. школа., 1972. 494 с.
3. Айнштейн, В. Г. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии [Текст] / В. Г. Айнштейн, М. К. Захаров, Г. А. Носов; под ред. В. Г. Айнштейна. М.: Логос, Высш. шк., 2002. Кн. 1. 912 с.
4. Олевский, В. М. Пленочная теплообменная и массообменная аппаратура [Текст] / В. М. Олевский. Киев.: Вища шк., 1979. 300 с.
5. Войнов, Н. А. Конструирование и методы расчета трубчатых пленочных аппаратов [Текст] / Н. А. Войнов, Н. М. Коновалов, Н. А. Николаев // Хим. пром. 1992. С. 46–49.
6. Войнов, Н. А. Применение аппаратов «мокрого» типа для очистки отходящих газов от твердых и газообразных примесей. III Всесоюзный семинар [Текст] / Н. А. Войнов, Н. М. Коновалов, В. А. Марков, Н. А. Николаев // М.: ЦИНТИХимнефтемаш–89. 1989. С. 22–25.
7. Процессы химической технологии: Гидродинамика, теплопередача, массопередача [Текст]: сб. / под ред. М. Г. Позина. М. – Л.: Наука, 1970. 70 с.
8. Конобеев, Б. И. Массообмен в пленочных аппаратах [Текст] / Б. И. Конобеев, В. А. Малюсов, Н. М. Жаворонков // Хим. пром. 1961. №7. С. 475–482.
9. Родионов А. И. Техника защиты окружающей среды [Текст] / А. И. Родионов, В. П. Клушин, И. С. Торочешников. Учебник для вузов. М.; Химия, 1989. 512 с.
10. Glasser, H. [Text] / H. Glasser // Chem. Ing. Techn. 1961. v. 33. №3, P. 146–155.
11. Dankwerts, R. V. [Text] / R. V. Dankwerts // Chem. Engng Sci., 1953, №2, P. 101–106.
12. Gilbert, T. J. [Text] / T. J. Gilbert // Chem. Engng Sci., 1959, №10, P. 243–246.

13. Eguchi, W. [Text] / W. Eguchi, S. Nagata // Chem. Engng Sci., Japan, 1960, №24, P. 142–145.

14. Harada, M. [Text] / M. Harada, M. Adachi, W. Eguchi, S. Nagata // Chem. Engng Sci., Japan, 1962, №26, P. 856–859.

15. Дильман И. И. Движение газожидкостной смеси в одиночной трубе [Текст] / И. И. Дильман // Теор. основы хим. технол. 1967. №1. 1. С. 100–103.

16. Кафаров, В. В. Массообмен в вертикальных трубах [Текст] / В. Кафаров, В. В. Шестопапов, Б. М. Горенштейн // Журн. приклад. химии. 1969. №42. С. 368.

17. Кафаров, В. В. Массообмен в одиночной трубе [Текст] / В. В. Кафаров, В. В. Шестопапов, Б. М. Горенштейн // Теор. основы хим. технол. 1968. №2. 628 с.

18. Козлов, Б. К. Формы течения газожидкостных смесей и границы их устойчивости в вертикальных трубах [Текст] / Б. К. Козлов // Журн. техн. физики. 1954. Т. 24. Вып. 12. С. 2285–2288.

19. Козлов, Б. К. Режимы и формы движения воздуховодяной смеси в вертикальной трубе [Текст] / Б. К. Козлов // Гидродинамика и теплообмен при кипении в котлах высокого давления. М.: Изд-во АН СССР, 1955. 86 с.

20. Константинов, Н. Н. Гидравлика двухфазного потока и ее применение к расчетам эрлифтов, гидравлических затворов и циркуляции в водотрубных паровых котлах [Текст] / Н. Н. Константинов // Исследование и применение нефтепродуктов. Вып. 2. М.: Гостоптехиздат, 1950. 52 с.

21. Кутателадзе, С. С. Гидравлика газожидкостных систем [Текст] / С. С. Кутателадзе, М. А. Стырикович . М.; Л.: Госэнергоиздат, 1958. 356 с.

22. Суреньянц, Я. С. Водяные скважины [Текст] / Я. С. Суреньянц. Изд. 3–е, доп. М.: Минкомхоз, 1961. 162 с.

23. McFadden, P. W. [Text] / P. W. McFadden, P. Grassman // Inst. G. Heat Mass Transfer., 1962, №5, P. 169–172.

24. White, E. T. [Text] / E. T. White, R. H. Berdmore // Chem. Ing. Sci., 1962. №17. P. 351–354.

25. Baker James, L. L. An experimental investigation of air bubble motion in a turbulent water stream. [Text] / L. L. Baker James, T. Chao Bei // A. I. Ch. E. Journal. 1965. Vol. 11. №2. P. 268–273.

26. Пороло, Л. В. Воздушно–газовые подъемники жидкости [Текст] / Л.В. Пороло. М.: Машиностроение, 1969. 160 с.
27. Силаш, А. В. Добыча и транспортировка нефти и газа [Текст] / А. В. Силаш. М.: Недра, 1980. 400с.
28. Пери, Дж. Справочник инженера химика [Текст] / Дж. Пери. Л.: Химия, 1969. Т.1. 640 с.
29. Плановский, А. Н. [Текст] / А. Н. Плановский, Е. Д. Вертузаев // Хим. пром. 1963. №9. С.700–703.
30. Шафрановский, А. В. [Текст] / А. В. Шафрановский, В. Р. Ручинский // Теорет. основы хим. техн. 1967. Т. 1. №1. С. 111–115.
31. Шафрановский, А. В. [Текст] / А. В. Шафрановский, В. Р. Ручинский // Труды ГИАП. Вып. 1. 1969. Ч. 2. С. 44–52.
32. Шафрановский, А. В. [Текст] / А. В. Шафрановский, В. Р. Ручинский // Труды ГИАП. Вып. 4. 1970. С.100–103.
33. Шкатов, Е. Ф. Технологические измерения и КИП на предприятиях химической промышленности [Текст] / Шкатов Е. Ф. М.: Химия, 1990. 310 с.
34. Справочник химика–энергетика [Текст] / под ред. С. М. Гурвича, И. И. Матвеева. М.: Энергия, 1972. Т.3. 216 с.
35. Унифицированные методы анализа вод [Текст] / под ред. С. М. Гурвича. М: Химия, 1973. 376 с.
36. Инструкция по эксплуатационному анализу воды и пара на тепловых электростациях [Текст]. М.: Союзтхэнерго, 1979. 120 с.
37. Техническое описание инструкция по эксплуатации газоанализатора [Текст]. М.: Ц Ф2 М1. 1996. 15 с.
38. Гончаров, А. А. Метрология, стандартизация и сертификация [Текст] / А. А. Гончаров, В. Д. Копылов. М.: Академия, 2005. 240 с.
39. Ежов, В. С. Механизм процессов поглощения оксидов азота при синхронной очистке и утилизации газообразных выбросов [Текст] / В. И. Кормилицын, В. С. Ежов // Энергосбережение и водоподготовка. 2008. №6. С. 65–69.
40. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии [Текст] / А. Г. Касаткин. М.: Химия, 1971. 784 с.
41. Пери, Дж. Справочник инженера химика [Текст] / Дж. Пери. Л.: Химия, 1969. Т.1. 640 с.